

Phenomena Kecepatan Bubble Dari Aliran Gas-Liquid Dalam Mikro-Canal

Aloysius Yuli Widiyanto

Jurusan Teknik Kimia-Fakultas Teknik Universitas Surabaya
Gedung TG 5 Jl. Raya Kalirungkut-Tenggilis Surabaya

Abstract

Micro-reactor are reactors with three dimensional structures, the inner dimensions of which are under a millimeter in size. Micro-structured reactors can be advantageously used as process engineering tools for acquiring information which allow in a short time and with greater safety, a process to be transferred to the pilot and production scale. Information from micro-structured reactors can also be used for optimizing process plants already in operation. Micro-structured reactors are suitable for the exothermic/endothermic reaction and or limited by mass transfer.

The objects of the experiment are to study phenomenon of bubble velocity for gas-liquid flow as Taylor flow at 2 conditions of which are first constant-volumetric flow rate of gas 0.75 ml/min and volumetric flow rate of ethanol varies between 0.2 ml/min – 1 ml/min, and second for constant-volumetric flow rate of ethanol 0.3 ml/min and volumetric flow rate of gas varies between 0.3 ml/min – 1 ml/min.

Two configuration of reactors (canal take form "T"; canal take form serpent/meander) are used in this experiment. Results of experiment show that the bubble velocity has fluctuated to time with certain period and amplitude. Bubble velocities are proportional inverse to dimension of bubble.

Keywords: micro-canal, hydrodynamic, gas-liquid flow

Pendahuluan

Mikroreaktor adalah miniaturisasi reaktor sebagai tempat berlangsungnya reaksi kimia. Mikroreaktor ini terdiri dari kanal-kanal dengan diameter lebih kecil dari 1 mm. Karena dimensinya yang sangat kecil, mikroreaktor ini memberikan harga rasio luas permukaan terhadap volume (A/V) hingga 40000 m^2/m^3 . Rasio yang sangat besar ini, akan mendorong terjadinya proses perpindahan panas dalam sebuah system dengan lebih baik, sehingga sangat memungkinkan untuk melakukan proses pemanasan dan pendinginan secara cepat dalam sebuah system reaktif.

Dalam sebuah system multiphase, perpindahan massa yang terjadi pada permukaan interface sangat menentukan keberlangsungan reaksi kimia. Untuk itu dalam setiap system multiphase diharapkan terbentuknya permukaan perpindahan massa yang sangat besar yang memungkinkan terjadinya kontak antara molekul multiphase secara efektif. Hasil penelitian terdahulu menyatakan bahwa luas permukaan perpindahan untuk system liquid-liquid dalam kanal adalah sebesar 50000 – 300000 m^2/m^3 . Rasio ini sangat besar dan masih lebih besar dibandingkan dengan harga yang diperoleh untuk system gas-liquid. Akan tetapi jika dibandingkan dengan system konvensional, rasio gas-liquid yang diperoleh dalam mikrokanal tersebut memberikan harga yang jauh lebih besar. Skala mikro telah

menunjukkan performance yang lebih baik dalam proses perpindahan massa dibandingkan dengan reaktor konvensional.

Bubble yang terbentuk dalam proses pencampuran gas dan liquid dalam mikrokanal mempunyai ukuran yang seragam, stabil dan reproduktibel. Hal ini memungkinkan untuk dilakukannya realisasi dan control terhadap reaksi yang sangat endothermic/eksotermis dan atau dibatasi oleh perpindahan massa seperti reaksi fluorisasi direct dan ozonisasi yang selalu berkaitan dengan material yang eksplosif dan toksik.

Penghilangan titik-titik panas yang biasanya terbentuk pada dimensi konvensional dapat mencegah terjadinya reaksi samping dan pembentukan produk yang tidak diinginkan serta peningkatan pembatasan untuk terjadinya ledakan sehingga sangat memungkinkan dilakukannya reaksi-reaksi yang sangat berbahaya dengan selektivitas reaksi yang tinggi. Konsekuensi lain yang timbul yaitu terbentuknya luas permukaan spesifik yang lebih besar sehingga konversi reaksi yang tinggi dapat tercapai.

Beberapa contoh reaksi yang sangat eksotermis : halogenasi, ozonolisis, sulfonasi, sulfatasi, nitrasi. Kemungkinan dan control yang lebih baik terhadap jenis-jenis reaksi ini telah ditunjukkan oleh mikroreaktor, namun model operasinya, dan konstruksinya masih terbatas pada jenis reactor kolom bubble, dan reactor film, serta pemanfaatan

mikroreaktor dalam skala industri masih perlu terus dioptimalkan. Untuk itu perlu dilakukan studi secara fundamental hubungan antara hidrodinamika gas-liquid terhadap perpindahan massa dan panas sebagai fungsi dari design mikro canal, dengan harapan dari hasil-hasil percobaan ini akan diperoleh sebuah kondisi optimal dari jenis-jenis reaksi dan pengembangan aturan-aturan design dari mikroreaktor.

Penelitian ini bertujuan mempelajari fenomena kecepatan bubble dari aliran gas-liquid jenis aliran Taylor (synonim : Taylor Flow, Slug Flow, Gas Segmented Flow) dalam dua konfigurasi reaktor (canal dengan konfigurasi “T” dan konfigurasi serpent).

Landasan Teori

Aliran sistem gas-liquid adiabatik, steady state, dalam microcanal sebagai fluida incompressible secara umum dipengaruhi oleh beberapa faktor antara lain : diameter hidrolik canal (d_h), kecepatan fase, sudut kontak (θ), percepatan gravitasi (g), dan orientasi sudut dari sebuah canal, serta properti fluida yang meliputi densitas, viskositas, dan tegangan permukaan. Kecepatan fase secara umum ditunjukkan dalam bentuk kecepatan superfisial (U_{LS} dan U_{GS}) yang diperoleh dari debit aliran dibagi dengan luas permukaan dari canal. Berdasarkan variabel-variabel di atas dapatlah dimunculkan bilangan-bilangan tidak berdimensi untuk sistem 2 fase gas-liquid yang menunjukkan perbandingan dua gaya yang bekerja pada elemen-elemen fluida. Bilangan-bilangan tidak berdimensi tersebut adalah bilangan Reynold (Re), Bilangan Weber (We), Bilangan Eötvös (EO), dan bilangan kapiler (Ca).

$$Re \text{ untuk fase liquid : } Re_{LS} = \frac{\rho_L \cdot U_{LS} \cdot d_h}{\mu_L}$$

$$Re \text{ untuk fase gas : } Re_{GS} = \frac{\rho_G \cdot U_{GS} \cdot d_h}{\mu_G}$$

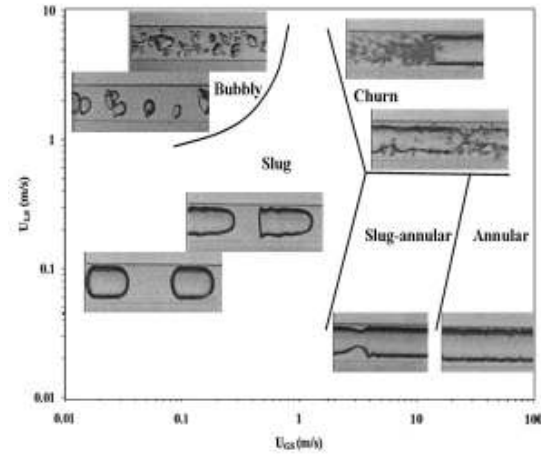
$$We \text{ untuk fase liquid : } We_{LS} = \frac{\rho_L \cdot U_{LS}^2 \cdot d_h}{\sigma}$$

$$We \text{ untuk fase gas : } We_{GS} = \frac{\rho_G \cdot U_{GS}^2 \cdot d_h}{\sigma}$$

$$EO = \frac{(\rho_L - \rho_G) \cdot g \cdot d_h^2}{\sigma}$$

$$Ca = \frac{\mu_L \cdot U_{LS}}{\sigma}$$

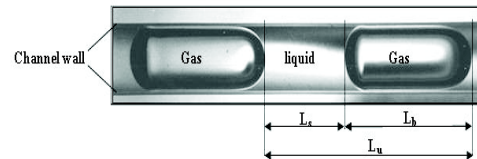
Model aliran Gas-Liquid dalam Microcanal. Model aliran sistem gas-liquid (Triplet) dalam canal kapiler diameter < 1 mm dengan penampang canal berbentuk circular dan triangular dengan cara mengontakkan udara dan air tampak seperti dalam kartografi berikut :



Gambar 1. Model aliran 2 fase dalam microcanal

Jenis aliran bubbly, slug, churn, slug annular, dan annular pada gambar diatas berada pada zona tertentu dipengaruhi besarnya debit fase gas dan fase liquid.

Aliran Taylor. Perpindahan massa dan panas dapat terjadi secara optimal dalam model aliran gas-liquid yang dikenal dengan aliran “Taylor”. Model aliran Taylor ini dikarakterisasi dengan terbentuknya bubble gas yang dipisahkan oleh slug liquid yang mengisi hampir keseluruhan dari penampang canal, terbentuk sebuah film tipis antara gas dan dinding canal dengan diameter bubble sama dengan diameter canal.



Gambar 2. Model aliran Taylor

Model Garstecky. Garstecky mengajukan sebuah model yang menjelaskan hubungan antara dimensi bubble dengan rasio debit fase kontinu terhadap fase diskontinu.

Persamaan-persamaan prinsip yang digunakan adalah sbb (mengacu pada gambar 3) :

- kecepatan pembentukan/pertumbuhan :

$$u_{growth} \approx \frac{\dot{V}_{discont.}}{b \cdot w}$$

- kecepatan pelepasan bubble : $u_{squeeze} \approx \frac{\dot{V}_{cont.}}{b \cdot w}$

- waktu pelepasan bubble : $t_{squeeze} \approx \frac{1}{u_{squeeze}}$

- panjang bubble : $L \approx w + t_{squeeze} \cdot u_{growth}$

Dari persamaan diatas dapat diturunkan sebuah persamaan untuk memprediksi panjang bubble terhadap perubahan debit fase kontinu dan atau diskontinu dalam canal dengan dimensi tertentu, sbb :

$$L \approx w + d \cdot \frac{\dot{V}_{discont.}}{\dot{V}_{cont.}} \quad \text{dengan} \quad L_{min} \sim w$$

dalam bentuk yang lain persamaan Garstecky dinyatakan sbb :

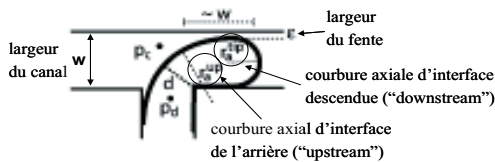
$$\frac{(l_b - w)}{w_m} = \frac{\dot{V}_{air}}{\dot{V}_{ethanol}} = \frac{P}{\dot{V}_{ethanol} \cdot R}$$

$$\frac{(l_b - w)}{w_m} = \frac{P}{\dot{V}_{ethanol} \cdot R} \approx \frac{P}{L_b}$$

$$\frac{L_{ab} \cdot (l_b - w)}{w_m} \approx P$$

$$\dot{V}_{air} = \frac{P}{R} \quad \text{dengan } P \text{ adalah perbedaan tekanan antara}$$

bagian pemasukan dan pengeluaran udara, R adalah tahanan aliran dalam canal. Dari persamaan tersebut, jika tahanan aliran diperbesar sebagai contoh dengan cara memperbesar panjang canal dengan faktor 2, maka panjang bubble akan diperkecil sebesar 2x.

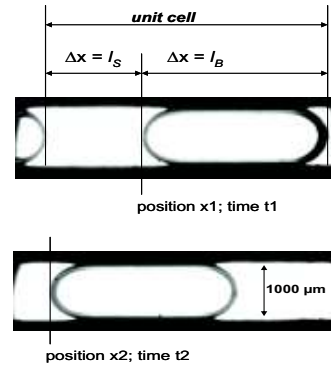


Gambar 3. Pembentukan bubble pada *T-junction*

Metodologi

Bahan eksperimen / percobaan. Untuk mempelajari hidrodinamika aliran gas-liquid digunakan alat : pompa syringe, sinar laser, mikro-canal, CCD camera, serta alat-alat optik yang kesemuanya ini dapat dikontrol dan dilihat hasilnya melalui program komputer. Sedangkan bahan yang digunakan adalah ethanol (pa) dan udara.

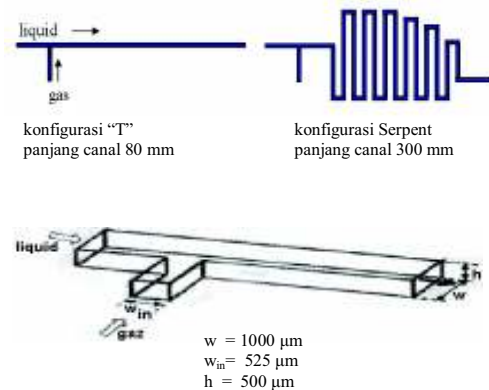
Teknik eksperimen/percobaan. Percobaan secara umum dilakukan dengan cara mengkontakkan aliran gas (udara) dan aliran liquid (ethanol) dengan menggunakan konfigurasi tertentu dari reaktor. Debit gas dan liquid diatur sedemikian sehingga menghasilkan pola aliran dalam regime aliran Taylor. Pola yang terbentuk divisualisasi dengan menggunakan CCD camera dalam selang waktu tertentu, untuk kemudian dilakukan analisa terhadap panjang slug, dan panjang bubble yang terbentuk.



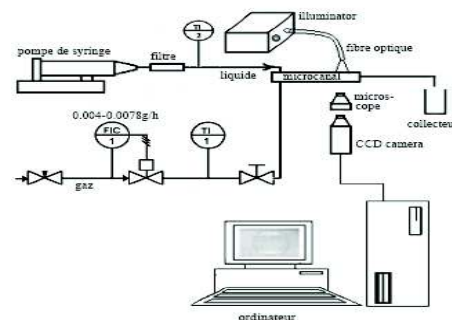
l_s = panjang slug
 l_b = panjang bubble
 U_B = kecepatan bubble

$$\frac{\Delta x}{\Delta t} = \frac{x_2 - x_1}{t_2 - t_1} = U_B$$

Sketsa Percobaan



Gambar 4. Dua konfigurasi canal (konfigurasi T dan konfigurasi serpent) yang digunakan dalam eksperimen



Gambar 5. Skema peralatan

Hasil dan Pembahasan

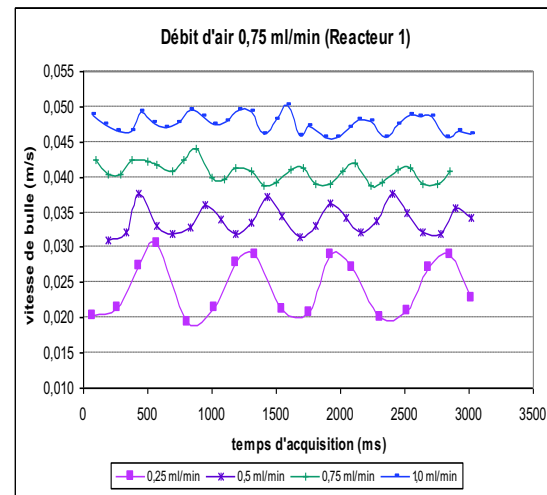
Studi aliran dalam canal dilakukan dengan mengalirkan ethanol dan udara ke dalam canal dari 2 jenis konfigurasi canal : konfigurasi “T” (reaktor 1), dan konfigurasi serpent (reaktor 2) dengan 2 seri percobaan:

1. debit ethanol konstan (0,3 ml/min) dan debit udara bervariasi (0,3 – 1) ml/min
2. debit udara konstan (0,75 ml/min) dan debit ethanol bervariasi (0,2 – 1) ml/min

Tabel 1. Range Debit Udara/Ethanol, Pressure Drop, « Fanning Friction Factor », dan Bilangan Tidak Berdimensi dalam Eksperimen

Keterangan	Besar/nilai
\dot{V}_{air}	0,3 – 1 ml/min
U_{GS}	0,01431 – 0,04772 m/s
Re_{GS}	0,638 – 2,128
We_{GS}	$7,49 \cdot 10^{-6}$ – $8,32 \cdot 10^{-5}$
f_G	7,310 – 24,366
\dot{V}_{ethanol}	0,2 – 1 ml/min
U_{LS}	0,009545 – 0,047727 m/s
Re_{LS}	4,675 – 23,375
We_{LS}	0,00218 – 0,05454
f_L	0,666 – 3,328
ΔP_L	57,417–287,084 Pa (reaktor 1)
	5,413 – 18,043 Pa (reaktor 2)
$We_{LS}.Eu_{LS}$	3,485 – 17,423 (reaktor 1)
	13,067 – 65,335 (reaktor 2)

dan selama pengamatan pola aliran dalam canal tidak ditemukan gejala terjadinya tumbukan ataupun penggabungan antar bubble. Hal ini menandai bahwa kecepatan setiap bubble berubah terhadap waktu. Jika dilakukan penelusuran lebih jauh kecepatan individual setiap bubble terhadap waktu pengambilan gambar, diperoleh data bahwa kecepatan bubble berosilasi seperti terlihat pada gambar 6. .



Gambar 6. Fluktuasi kecepatan bubble terhadap waktu pada debit udara konstan 0,75 ml/min.

Sehingga dapat dinyatakan bahwa ada sebuah periode osilasi dan sebuah amplitudo yang merupakan penurunan dari kecepatan bubble terhadap kecepatan rata-ratanya. Dalam gambar 6, terlihat bahwa pada sebuah debit udara yang konstan, periode osilasi dan amplitudo kecepatan berkurang dengan peningkatan debit ethanol.

Tabel 2. Amplitudo dan Periode Osilasi dari Kecepatan Bubble pada Debit Udara Konstan 0,75 ml/min (Canal 1)

\dot{V}_{air} (ml/min)	\dot{V}_{ethanol} (ml/min)	U_B (rata-rata) (m/s)	L_B (mm)	Amplitudo (m/s)	Période osilasi Rata-rata (ms)
0,75	0,25	0,0277	3,998	0,00235	1271,16
0,75	0,50	0,0341	2,501	0,00199	894,96
0,75	0,75	0,0409	1,966	0,00139	432,43
0,75	1,00	0,0476	1,652	0,00132	353,01

Kecepatan Bubble. Pola aliran yang terbentuk dianalisa kecepatan bubblynya. Dari hasil analisa tersebut diperoleh informasi bahwa kecepatan bubble antara 2 bubble yang berturutan sangat berbeda besarnya, meskipun pola yang terbentuk teratur/stabil

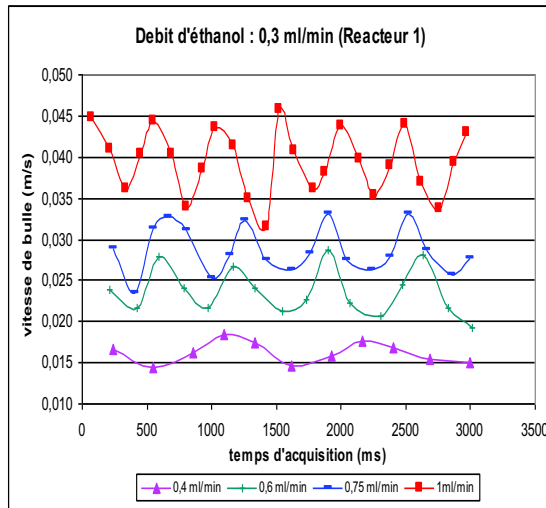
Timbulnya fluktuasi kecepatan bubble kemungkinan dapat disebabkan oleh beberapa hal berikut :

1. Pulsasi karena proses pemompaan
2. Proses pembentukan dan pelepasan bubble pada bagian pemasukan

3. Pelepasan bubble pada bagian pengeluaran dari canal.

Ketika factor diatas tidak terlepas dari pengoperasian pompa syringe untuk mengalirkan fluida, sehingga dapat dikatakan bahwa pompa syringe merupakan faktor utama timbulnya fenomena fluktuasi dalam canal.

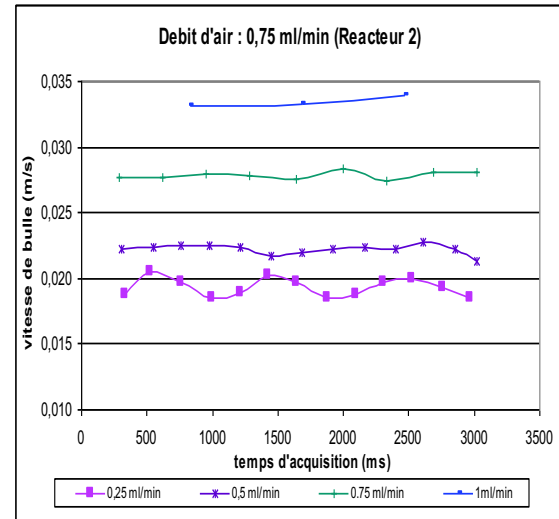
Fenomena fluktuasi juga ditemukan pada variable operasi yang lain (gambar 7). Pada debit etanol constan, terlihat terjadi penurunan besarnya periode osilasi, tetapi amplitudo dari kecepatan meningkat dengan peningkatan debit gas.



Gambar 7. Fluktuasi kecepatan bubble terhadap waktu pada debit etanol konstan 0,3 ml/min.

terjadi proses pelepasan bubble yang semakin cepat, sehingga periode osilasi yang timbul lebih kecil.

Gambar 8 dan 9 dibawah ini menunjukkan fenomena fluktuasi kecepatan pada canal dengan konfigurasi *serpent* (canal 2).

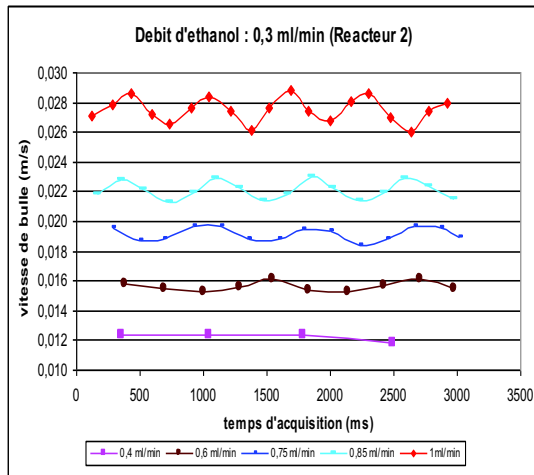


Gambar 8. Fluktuasi kecepatan bubble terhadap waktu pada debit udara konstan 0,75 ml/min.

Tabel 3. Amplitudo dan Periode Osilasi dari Kecepatan Bubble pada Debit Ethanol Konstan 0,3 ml/min (Canal 1)

\dot{V}_{air} (ml/min)	\dot{V}_{ethanol} (ml/min)	U_B rata-rata (m/s)	L_B (mm)	Amplitudo (m/s)	Période ossilasi Rata-rata (ms)
0,40	0,30	0,016	2,466	0,00129	1069,2
0,60	0,30	0,024	3,172	0,00289	689,04
0,65	0,30	0,027	3,123	0,00251	689,0
0,75	0,30	0,029	3,404	0,00298	617,8
1,00	0,30	0,038	3,834	0,00329	499,0

Jika kita perhatikan table 2 dan 3 serta gambar 6 dan 7 diatas : fluktuasi atau lebih tepatnya amplitudo dari kecepatan bubble besarnya proporsional terhadap panjang bubble yang terbentuk, hal ini dikarenakan fluktuasi dari pressure drop difase lebih disebabkan oleh bubble dengan dimensi panjang yang lebih besar daripada bubble dengan panjang yang lebih kecil. Ketika kecepatan bubble meningkat dengan peningkatan debit, pada bagian pengeluaran canal



Gambar 9. Fluktuasi kecepatan bubble terhadap waktu pada debit ethanol konstan 0,3 ml/min.

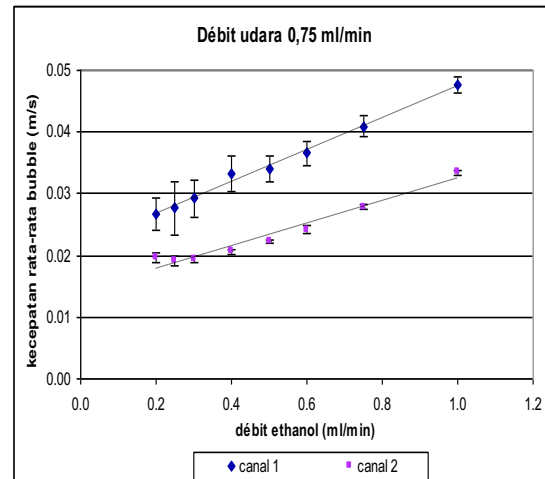
Jika kedua hasil yang diperoleh pada kanal 2 dibandingkan (lihat gambar 8 dan 9), terlihat bahwa pada kondisi debit udara konstan dan debit ethanol konstan diperoleh kecenderungan yang sama, tetapi pada debit udara konstan periode osilasi yang muncul lebih kecil dan pada beberapa variasi kecepatan bubble, periode osilasi tersebut tidak terlihat dengan jelas. Dengan debit fase gas yang lemah, kecepatan bubble hampir konstan.

Hal ini dapat juga dijelaskan dalam kaitannya dengan dimensi kanal, bahwa karena kanal 2 lebih panjang daripada kanal 1, pressure drop difase yang muncul pada kanal 2 lebih besar daripada kanal 1. Perubahan relatif pressure drop difase dipengaruhi oleh bubble-bubble yang keluar dari kanal, yang bila dibandingkan dengan harga rata-rata dari pressure drop, pada kanal 2 lebih kecil daripada pada kanal 1, sehingga berakibat amplitudo kecepatan terlihat lebih kecil / datar tanpa memperhitungkan dimensi bubble yang umumnya memang lebih kecil. Hal ini sekaligus mengkonfirmasi hipotesis yang telah disebutkan diatas.

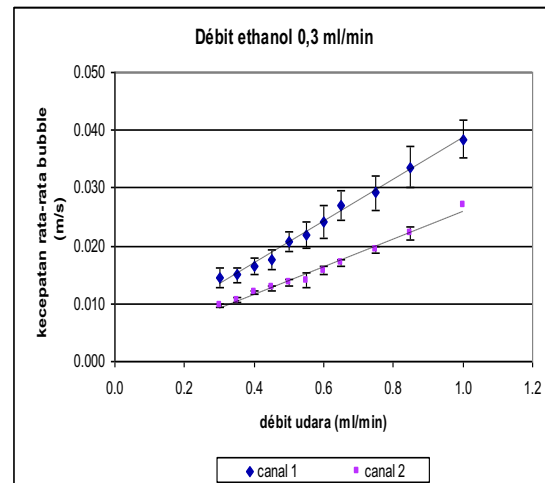
Gambar 10 dan 11 di bawah ini menampilkan profil kecepatan rata-rata bubble pada 2 kondisi debit yang konstan.

Peningkatan debit ethanol pada debit udara konstan 0,75 ml/min menyebabkan peningkatan kecepatan bubble dengan suatu corelasi yang linier untuk 2 seri konfigurasi kanal yang digunakan.

Selain debit ethanol, kecepatan rata-rata bubble juga dipengaruhi perubahan debit udara dengan kecenderungan yang sama yaitu semakin besar seiring dengan peningkatan debit ethanol/udara (gambar 11).



Gambar 10. Kecepatan rata-rata bubble terhadap variasi debit ethanol pada debit udara konstan



Gambar 11. Kecepatan rata-rata bubble terhadap variasi debit udara pada debit ethanol konstan

Perbandingan kecepatan rata-rata bubble dalam setiap konfigurasi kanal ditampilkan dalam tabel 4. Jika dibandingkan, secara umum kecepatan rata-rata bubble pada kanal 1 selalu lebih besar daripada kanal 2 karena bentuk kanal 2 dengan konfigurasi yang berkelok-kelok melibatkan sebuah peningkatan tahanan aliran dalam kanal.

Tabel 4. Perbandingan Kecepatan Bubble untuk Konfigurasi Canal 1 dan Canal 2.

\dot{V}_{air} ml/min	\dot{V}_{ethanol} ml/min	Canal 1		Canal 2	
		$U_{B \text{ rata2}}$ (m/s)	Jumlah bubble	$U_{B \text{ rata2}}$ (m/s)	jumlah bubble
0,75	0,20	0,0267	20	0,0195	26
0,75	0,25	0,0277	60	0,0191	28
0,75	0,30	0,0292	60	0,0194	30
0,75	0,40	0,0333	47	0,0206	15
0,75	0,50	0,0341	52	0,0222	14
0,75	0,60	0,0365	54	0,0242	12
0,75	0,75	0,0409	60	0,0279	9
0,75	1,00	0,0476	32	0,0335	3
0,30	0,30	0,0146	54	0,0096	1
0,35	0,30	0,0149	56	0,0106	3
0,40	0,30	0,0165	55	0,0119	9
0,45	0,30	0,0177	46	0,0127	13
0,50	0,30	0,0207	51	0,0137	16
0,55	0,30	0,0218	53	0,0140	18
0,60	0,30	0,0242	42	0,0158	21
0,65	0,30	0,0270	29	0,0170	25
0,75	0,30	0,0292	50	0,0194	30
0,85	0,30	0,0336	57	0,0222	32
1,00	0,30	0,0385	49	0,0271	40

Kesimpulan

1. Karakteristik kecepatan bubble pada canal menunjukkan sebuah fluktuasi terhadap waktu, dengan amplitudo dan periode osilasi.
2. Amplitudo kecepatan yang timbul berbanding terbalik dengan dimensi bubble dalam canal dan pressure drop difase.
3. Penguasaan terhadap fluktuasi kecepatan bubble sangat berguna untuk aplikasi reaksi kimia (waktu tinggal, proses perpindahan massa).
4. Tahapan penelitian berikutnya adalah studi parameter hidrodinamik untuk konfigurasi canal yang lain serta visualisasi medan kecepatan (menggunakan μ -PIV).

Daftar Pustaka

- [1] Garstecki, P., Fuerstman, M.J., Stone, H.A., Whitesides, G.M., Formation of droplets and bubbles in a microfluidic T-junction-scaling and mechanism of break-up, The Royal Society of Chemistry 2006, Lab Chip, 6, 437-446, **2006**
- [2] Hessel, V., Angeli, P., Gavrilidis, A., Löwe, H., Gas-Liquid and Gas-Liquid-Solid Microstructured Reactors : Contacting

Principles and Applications, Ind. Eng. Chem. Res., 44, 9750-9769, **2005**.

- [3] Jähnisch, K., Hessel, V., Löwe, H., Baerns, M., Chemistry in Microstructured, Angew. Chem. Int. Ed., 43, 406–446, **2004**.
- [4] Taha, T., Cui, Z.F., Hydrodynamics of slug flow inside capillaries, Chemical Engineering Science, 59, 1181-1190, **2004**.
- [5] Triplet, K.A., Ghiaasiaan, S.M., Abdel khalik, S.I., Sadowski, D.L., Gas-liquid two phase flow in microchannels Part I : two-phase flow patterns, International Journal of Multiphase Flow, 25, 377-394, **1999**.